

PRARANCANGAN PABRIK ETILEN DARI CRACKING NAFTA MENGGUNAKAN PROSES MAXENE DENGAN DISAIN ALAT UTAMA MENARA ABSORBSI WET SCRUBBER

Farhan Hidayatullah¹⁾, Komalasari²⁾

1) Mahasiswa Program Studi Teknik Kimia, 2) Dosen Teknik Kimia
Laboratorium Material dan Korosi

Program Studi Teknik Kimia S1, Fakultas Teknik Universitas Riau
Kampus Bina Widya Jl. HR. Soebrantas KM 12,5 Simpang Baru, Panam
Pekanbaru, 28293

E-mail: farhan.hidayatullah2170@student.unri.ac.id

ABSTRACT

The design of an ethylene plant from cracking naphtha using the MaxEne process aims to assess the feasibility of the plant for establishment. The ethylene plant is designed with a capacity of 155,000 tons/year. Naphtha, which is the main raw material for obtaining products ethylene according to capacity and the production process used is MaxEne where The MaxEne unit is a new and innovative process for optimizing naphtha steam cracker operations and catalytic reform. The main product of ethylene is obtained through separation using a absorption tower wet scrubber with an operating condition of 60 °C at a pressure of 5 bar where the bottom product is H₂S separated from cracked gas at top product which is including ethylene in it. This factory is planned to be established in 2023 near Pertamina RU II Dumai, Riau. Based on the results of economic analysis and factory feasibility, Cumulative Cash Ratio (CCR) is 2,2, a pay back period is 3,46 years and a rate of return on investment (ROROI) of 34,4% for non-discounted techniques. Based on the results of economic analysis, the pre-design of the ethylene plant with a capacity of 155,000 tons/year is feasible to consider its establishment.

Keywords: Ethylene, Naphtha, MaxEne, Absorption Tower, Analysis Economic

1. PENDAHULUAN

Etena (etilen) adalah senyawa kimia yang memiliki rumus C₂H₄ yang memiliki sifat-sifat : olefin paling ringan, tidak berwarna, tidak berbau, dan mudah terbakar. Etilen adalah salah satu zat petrokimia yang paling penting dan merupakan bahan baku untuk berbagai produk. Produk akhir yang dibuat dengan etilen termasuk kemasan makanan, mainan, wadah makanan, botol, pipa, antibeku, karpet, isolasi, peralatan rumah tangga, dll. Bahan kimia yang dibuat dari etilena untuk menghasilkan produk akhir seperti polietilen, etilen diklorida, etilen

oksida, etilbenzena, dan vinil asetat (Kirk dan Othmer, 1979).

Etilen sangat dibutuhkan sebagai bahan baku dalam industri. Kebutuhan etilen meningkat seiring dengan peningkatan kapasitas kilang penghasil produk petrokimia, karena kebutuhan etilen semakin meningkat sedangkan produksi dalam negeri tetap. Di Indonesia pada tahun 2018 kebutuhan etilen mencapai 1.4 juta ton dengan kapasitas produksi dalam negeri sebesar 860 ribu ton dan impor sebesar 606 ribu ton untuk menutupi defisit kebutuhan etilen (Kemendag, 2019).

Menurut KEMENPERIN (2018) pada tahun 2022 jika produksi *ethylene* PT. Candra Asri dengan PT. Lotte digabungkan, maka indonesia masih kekurangan *ethylene* 200 ribu ton/tahun. Dalam hal ini diperkirakan target kemandirian etilen pada 2021-2022 sulit tercapai. Berdasarkan persoalan ini maka mendirikan pabrik etilen di Indonesia memiliki peluang yang cukup besar.

Pabrik etilen direncanakan akan didirikan pada tahun 2023 di samping PT. Pertamina RU II Dumai. Pabrik etilen beroperasi selama 330 hari/tahun dengan kapasitas produksi 155.000 ton/tahun.

2. LANDASAN TEORI

2.1 Nafta

Bahan baku yang digunakan adalah *Light Naphtha* (C₂-C₇), bahan baku di *supply* dari Mutineer-Exeter Australia. Untuk menghasilkan 155.000 ton/tahun dibutuhkan nafta sebesar 158383,4759 kg/jam berfasa cair dalam *storage tank* dengan suhu 25°C dan tekanan 1 bar. Spesifikasi *Light Naphtha* sebagai bahan baku dalam proses ini diperlihatkan dalam **Tabel 2.1** dan **Tabel 2.2**:

Tabel 2.1 Spesifikasi Bahan Baku *Light Naphtha*

<i>Properties</i>	<i>Unit</i>	
<i>Fractional Distillation</i>	mass%	4,0
	vol%	4,9
<i>Density @15°C</i>	kg/L	0,6556
<i>Boiling poin</i>	°C	70
<i>Specific Gravity @60/60°F</i>	-	0,6558
<i>API Gravity</i>	°API	84,3
<i>Copper Strip</i>	-	
<i>Corrosion, 3H @ 50°C</i>		
<i>RON</i>	-	68,3

<i>Sulphur – Mercaptan</i>	wt ppm	1
<i>Sulphur – Total</i>	wt ppm	6,8

Tabel 2.2 Komponen *Light Naphtha*

Komponen	mass%	vol%
<i>Ethane</i>	0,076	0,146
<i>Propane</i>	1,018	1,320
<i>n-butane</i>	3,297	3,699
<i>2,2-dimethylpropane</i>	0,219	0,241
<i>i-pentane</i>	12,854	13,471
<i>n-pentane</i>	17,862	18,522
<i>2,2-dimethylbutane</i>	1,491	1,491
<i>Cyclopentane</i>	0,351	0,306
<i>2,3-dimethylbutane</i>	2,769	2,717
<i>2-methylpentane</i>	16,485	16,391
<i>3-methylpentane</i>	9,093	8,889
<i>n-hexane</i>	23,978	23,613
<i>2,2-dimethylpentane</i>	0,409	0,394
<i>Methylcyclopentane</i>	5,283	4,582
<i>2,4-dimethylpentane</i>	0,597	0,576
<i>2,2,3-trimethylbutane</i>	0,096	0,091
<i>3,3-dimethylpentane</i>	0,066	0,062
<i>Cyclohexane</i>	2,814	2,347
<i>2-methylhexane</i>	0,394	0,377
<i>2,3-dimethylpentane</i>	0,122	0,114
<i>1,1-dimethylcyclopentane</i>	0,097	0,084
<i>3-methylhexane</i>	0,231	0,218
<i>1c,3-dimethylcyclopentane</i>	0,109	0,095
<i>1t,3-dimethylcyclopentane</i>	0,075	0,065
<i>1t,2-dimethylcyclopentane</i>	0,109	0,095
<i>n-heptane</i>	0,060	0,057
<i>Methylcyclohexane</i>	0,046	0,039

2.2 Butana

Butana sebagai agen pemisah antara n-parafin dengan golongan yang lainnya. Berikut spesifikasinya:

Tabel 2.3 Spesifikasi Butana

<i>Properties</i>	<i>Unit</i>
Nama produk	n-C ₄ H ₁₀
Kemurnian	90.0% wt%
Fasa	Liquid
H ₂ O	10%

Sulfur	2 ppm/wt
THC	0.9 wt%

3. PROSES PRODUKSI YANG DIPAKAI

3.1 Tahap Penyiapan Bahan Baku

Bahan baku dilakukan pemisahan komponen C_2 dan C_3 didalam *Depropanizer* (T-101) sebelum dilakukan proses MaxEne. Proses UOP MaxEne adalah tahap pemisahan dengan menggunakan *Adsorbent Chamber* (T-102) yang memisahkan golongan iso-parafin, aromatik, dan naftalen dengan normal-parafin, dimana normal-parafin ini berperan penting dalam pembentukan etilen dalam *steam cracking*. MaxEne unit merupakan proses baru dan inovatif dalam mengoptimalkan operasi nafta *steam cracker* dan reformasi katalitik. Proses MaxEne memisahkan nafta menjadi aliran yang kaya akan normal parafin (n-parafin) yang akan diproses dalam *steam cracking* dan aliran yang tidak kaya akan normal parafin akan diproses pada proses katalitik *reforming*. Kondisi proses dalam *Adsorbent Chamber* (T-102) menggunakan suhu $125\text{ }^{\circ}\text{C}$ dan tekanan 25 bar (Honeywell, 2016).

Pada *Adsorbent Chamber* (T-102) menggunakan adsorben zeolit 5A sebagai penjerapnya dan menggunakan desorben n-butana sebagai agen pemisah antara n-parafin dengan golongan yang lainnya.

Kemudian aliran yang kaya akan n-parafin dan aliran yang tidak kaya akan n-parafin memasuki tahap pemisahan untuk memisahkan desorben yang terikut dalam masing-masing aliran kedalam alat *Debutanizer Raffinate Column* (T-103) dan *Debutanizer Extract Column* (T-104). Dan desorben n-butana yang sudah terpisah akan di *recycle* kembali sebagai umpan desorben selanjutnya.

3.2 *Steam Cracking Nafta*

Produk n-parafin yang keluar dari MaxEne unit kemudian masuk ke dalam proses *Cracking* nafta menggunakan *steam*. Reaksi perengkahan merupakan reaksi pemecahan rantai karbon pada suhu yang cukup tinggi. Reaksi dilakukan dalam reaktor pipa atau langsung di dalam *Thermal Cracking Reactor* (H-101). Reaksi perengkahan terjadi pada suhu $850\text{ }^{\circ}\text{C}$ tanpa katalis dan tekanan 2,5 bar. Setelah keluar dari reaktor, produk didinginkan secara mendadak dan kemudian dimurnikan untuk mendapatkan produk dengan kemurnian yang diinginkan. Pada proses ini pengaturan kondisi operasi, terutama pengaturan pemberian panas, sangat diperhatikan dimaksudkan agar pembentukan produk yang diinginkan dapat maksimal. Suhu produk keluar sekitar $1800\text{ }^{\circ}\text{F}$ ($850\text{ }^{\circ}\text{C}$) dimanfaatkan panasnya sebagai *Heat Exchanger Network* dalam perancangan. Setelah itu suhu aliran menjadi $393\text{ }^{\circ}\text{C}$ dengan tekanan 2,5 bar.

3.3 Tahap Pemurnian

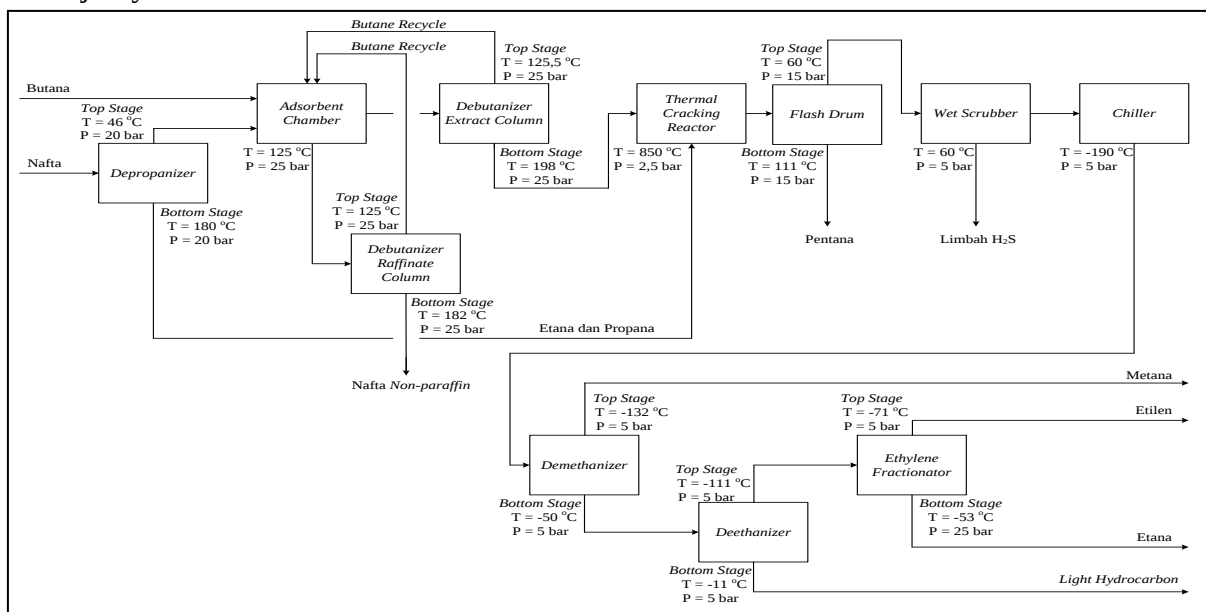
Hasil keluaran *Thermal Cracking Reactor* (H-101) disebut sebagai *cracked gas* yang kemudian akan dilakukan tahap pemurnian untuk mendapatkan etilen sebagai produk. *Cracked gas* dinaikkan tekanannya dari 2,5 bar menjadi 15 bar dan suhu diturunkan dari $393\text{ }^{\circ}\text{C}$ menjadi $70\text{ }^{\circ}\text{C}$ untuk menyesuaikan kondisi operasi pada *Flash Drum* (T-105). Pada alat ini terjadi proses pemisahan C_5 pada fase *liquid* dengan suhu 111°C dan material ringan lainnya dalam fase uap. Uap hasil atas dengan suhu 60°C dan tekanan 15 bar pada *Flash Drum* (T-105) diumpankan pada *Wet Scrubber* (T-106) dan diturunkan tekanannya menjadi 5 bar. Pada alat *Wet Scrubber* (T-106) bertujuan untuk

menghilangkan H_2S . Hidrogen sulfida dihilangkan karena bersifat korosif dan racun bagi katalis serta kontaminan produk yang potensial. Oleh sebab itu fluida terlebih dahulu dicuci dengan air sebagai absorbennya.

Hasil keluaran dari *Wet Scrubber* (T-106) dialirkan *Chiller* (E-120) untuk menurunkan suhu hingga $-190^\circ C$. Selanjutnya fluida memasuki *Demethanizer* (T-107) yang bertujuan untuk menghilangkan kandungan gas metana dan hidrogen dari *ethylene* dan *hydrocarbon* lain yang lebih berat. Keluaran *overhead* pada kondisi suhu $-132^\circ C$ dengan tekanan 5 bar. Keluaran *bottom* dengan suhu $-50^\circ C$ dan tekanan 5 bar diumpankan ke *Deethanizer* (T-108). Selanjutnya fluida memasuki *Deethanizer*

(T-108) yang bertujuan untuk memisahkan kandungan C_2 dari hidrokarbon yang lebih berat. Keluaran *overhead* adalah *ethylene*, *ethene*, dan *propylene* dengan suhu $-111^\circ C$ dan tekanan 5 bar yang kemudian dialirkan ke *Ethylene Fractionator* (T-109). Keluaran *bottom* dengan suhu $-11^\circ C$ dan tekanan 5 bar.

Selanjutnya keluaran *overhead* unit *Deethanizer* (T-108) diumpankan ke unit *Ethylene Fractionator* (T-109) untuk memisahkan *ethylene* sebagai keluaran *overhead* dan juga produk dalam pabrik ini dengan suhu $-71^\circ C$ dan tekanan 5 bar dan keluaran *bottom* dengan suhu $-53^\circ C$ dan tekanan 5 bar. Blok diagram *Cracking* Nafta dengan Proses MaxEne dapat dilihat pada **Gambar 3.1**.



Gambar 3.1 Blok Diagram *Cracking* Nafta dengan Proses MaxEne

4. DISAIN ALAT UTAMA WET SCRUBBER

Alat ini berfungsi untuk memisahkan H_2S dari *cracked gas* yang terdapat dalam aliran umpan *Wet scrubber* (T-106). Umpan merupakan *cracked gas* keluaran dari *Flash Drum* (T-105). Umpan yang masuk ke *Wet scrubber* (T-106)

merupakan fasa gas pada suhu $60^\circ C$ dan tekanan 5 bar. Umpan absorbennya adalah air dengan kondisi operasi $60^\circ C$ dan tekanan 5 bar. *Cracked gas* yang bebas dari H_2S sebagai *top product* akan dialirkan selanjutnya ke *Demethanizer* (T-107) dan limbah H_2S sebagai *bottom product* akan dikirim ke unit utilitas.

Perancangan *wet scrubber* jenis kolom *tray* ini bertujuan agar kadar H_2S pada gas keluaran sebesar 4 ppm, dalam perancangan ini akan dihitung laju air dan spesifikasi dari *wet scrubber*. Spesifikasi *wet scrubber* yang dimaksud adalah tinggi kolom, diameter kolom, jumlah *tray* teoritis, spesifikasi *tray* dll (Chattopadhyay, 2007).

Berikut spesifikasi alat yang didapat dari hasil perancangan menara absorpsi *Wet Scrubber* (T-106) terdapat pada **Tabel 4.1**:

Tabel 4.1 Spesifikasi Menara Absorpsi

SPESIFIKASI MENARA ABSORBSI		
Wet Scrubber	Kode	T-106
	Fungsi	Memisahkan H ₂ S dari <i>cracked gas</i>
	Jenis	Tray Column
Operating Data		
Temperatur Operasi	60 °C	
Tekanan Operasi	5 Bar	
Laju Alir <i>Cracked Gas</i>	63.648,076 kg/jam	
Laju Alir Air	50.564,78 kg/jam	
Laju Alir <i>Top</i>	63.380,87 kg/jam	
Laju Alir <i>Bottom</i>	50.831,98 kg/jam	
MATERIAL DAN DESAIN		
Jenis <i>Shell</i>	<i>Cylindrical Shell</i>	
Jenis <i>Tray</i>	<i>Sieve Tray</i>	
Jenis <i>Head</i>	<i>Torispherical Head</i>	
Material	<i>Carbon steel SA-285 Grade C</i>	
Tegangan diizinkan, (f)	13700 psi	
Efisiensi Sambungan (E)	0,8	
Faktor Korosi (C)	0,125 in	
Diamter Dalam (ID)	1,7873 m	70,3681 in
Diameter Luar (OD)	1,8096 m	72 in
Tinggi (H)	10,1146 m	398,123 in
Tebal <i>Shell</i> (ts)	0,0111 m	0,4375 in
Tekanan <i>Design</i>	72,519 psi	5 bar
Tebal <i>Head</i> (th)	0,0095 m	0,3750 in
Tinggi <i>Head</i> (OA)	0,3601 m	14,1758 in
PLATE		
<i>Downcomer Area</i>	0,1858 m ²	
<i>Active Area</i>	1,7832 m ²	
<i>Hole Diameter</i>	5 mm	
<i>Hole Area</i>	0,000019625 m ²	
Tinggi <i>Weir</i>	40 mm	
Tebal <i>Plate</i>	5 mm	
Jenis Aliran	<i>Counter Current</i>	
Jumlah <i>Hole</i>	10.512 Lubang	

Alat pendukung pada menara absorpsi *wet scrubber* adalah *nozzle*, *anchor bolt* dan *skirt* (Brownell & Young, 1959). Spesifikasi alat pendukungnya dapat dilihat pada **Tabel 4.2**.

Tabel 4.2 Spesifikasi Alat Pendukung

Ukuran Pipa dan Nozzle		
Pipa Feed, NPS	24 in	
Pipa Absorben, NPS	4 in	
Pipa Keluaran Atas, NPS	24 in	
Pipa Keluaran Bawah, NPS	4 in	
Anchor Bolt		
Circumference	75,36 in	1,914144 m
Maximum Tension	15000 psi	
Jumlah baut	4 buah	
Area Bolt	0,2828 in ²	0,00018245 m ²
Bolt Size	0,75 in	0,01905 m
Faktor Korosi	0,302 in ²	0,00019483 m ²
Skirt		
Diameter Luar (OD)	83,145 in	6,92875 m
Tebal Skirt	0,0373 in	0,003108721 ft
Manhole		
Diameter Manhole	20 in	
Ketebalan Cover Plate	0,375 in	
Bolting-flange after finishing	0,25 in	
Ketebalan Manhole	0,375 in	
Ukuran Fillet Weld A	0,1875 in	
Ukuran Fillet Weld B	0,625 in	
Approx Radius, R	0,375 in	
Width of Renforcing Plate	54 in	
Diameter Bolt Circle	26,25 in	
Diameter Cover Plate	28,75in	

5. ANALISA EKONOMI

5.1 Penentuan Harga Peralatan

Harga peralatan pada tahun pendirian pabrik ditentukan dengan menggunakan indeks harga (Peters *et al*, 1991). Perkiraan harga untuk alat dengan kapasitas berbeda pada tahun yang berbeda pula, dihitung dengan persamaan:

$$C_p = C_o \frac{I_p}{I_o} \left(\frac{V_p}{V_o} \right)^n \dots\dots\dots(5.1)$$

dengan :

C_p = Harga alat pada kapasitas yang ditentukan;

C_o = Harga alat pada kapasitas tertentu, pada tahun sebelumnya;

I_p = Indeks harga pada tahun yang ditentukan;

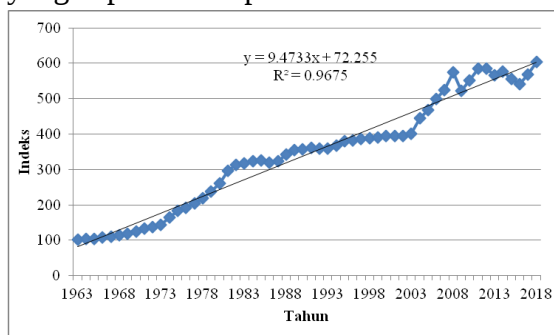
I_o = Indeks harga pada tahun sebelumnya;

V_p = Kapasitas alat yang ditentukan;

V_o = Kapasitas alat yang ada pada tahun sebelumnya;

n = Faktor kapasitas alat (atau dapat menggunakan $n = 0,6$).

Untuk mengetahui indeks harga pada tahun 2020, digunakan metode regresi *linear*, pada regresi ini diplotkan data nilai *cost* indeks dari tahun 1963-2018 yang dapat dilihat pada **Gambar 5.1**.



Gambar 5.1 Grafik Indeks Berdasarkan CEPCI

Berdasarkan metode regresi linear diperoleh persamaan sebagai berikut:

$$y = 9,4733x + 72,255 \dots \dots \dots (5.2)$$

Sehingga untuk mencari index pada tahun 2025 dengan cara mensubstitusi variabel y sebagai tahun (2023) dan diperoleh nilai x sebagai indeks pada tahun 2023. Indeks dari tahun 2020 sampai dengan tahun 2023 dapat dilihat pada **Tabel 5.1**:

Tabel 5.1 Regresi Linear *Chemical Engineering Plant Cost Index*

No	Tahun	Indeks
1	2020	621,7064
2	2021	631,1797
3	2022	640,653
4	2023	650,1263

Sehingga didapatkan total harga peralatan adalah Rp 367.122.115.964.

5.2 Total Capital Investment

Modal Investasi, yang dikenal dengan *Total Capital Investment* (TCI) terdiri dari *Fixed Capital Investment* (FCI) dan *Working Capital Investment* (WCI). Perhitungan TCI dilakukan berdasarkan perkiraan persentase harga peralatan. Berdasarkan hasil perhitungan nilai TCI pada pabrik etilen adalah sebesar Rp 779.813.398.462,87.

FCI merupakan modal yang digunakan untuk penyediaan fasilitas pabrik. Untuk memperkirakan modal investasi tetap digunakan dan faktor rasio berdasarkan biaya pengiriman peralatan pada *fluid processing plant*. Berdasarkan hasil perhitungan nilai FCI pada pabrik etilen adalah sebesar Rp 662.841.388.693,44.

WCI adalah jumlah biaya yang harus dikeluarkan setelah pabrik berdiri dan mulai beroperasi, seperti listrik, gaji karyawan, dan sebagainya. Pada industri kimia perhitungan WCI yaitu 10-20% dari *total capital investment*. Berdasarkan hasil perhitungan nilai WCI pada pabrik etilen adalah sebesar Rp 116.972.009.769,43.

5.3 Total Production Cost

Biaya produksi total adalah keseluruhan biaya yang dikeluarkan pada pengolahan bahan baku menjadi bahan jadi dan sampai produk berada di pasar. Biaya produksi total diperoleh dengan menjumlahkan *manufacturing cost*, *fixed charge*, *plant overhead cost*. Berdasarkan hasil perhitungan *total production cost* pada pabrik etilen adalah sebesar Rp 15.491.328.226.541,80/tahun.

5.3.1 Manufacturing Cost Estimation

Manufacturing cost adalah biaya yang dikeluarkan untuk proses pembuatan produk termasuk ke dalam komponen-komponen *manufacturing cost*.

Berdasarkan hasil perhitungan *manufacturing cost* pada pabrik etilen adalah sebesar Rp 14.406,345,371,391.500 /tahun.

5.3.2 General Expenses

Merupakan pengeluaran-pengeluaran pabrik selain biaya-biaya *manufacturing* yang terjadi dalam pembuatan produk. Berdasarkan hasil perhitungan *general expenses* pada pabrik etilen adalah sebesar Rp 1.084.982.855.150,3/tahun.

5.4 Analisa Profitabilitas

Dalam analisa ekonomi pabrik, lahan diasumsikan telah dibeli pada tahun ke nol. Pembangunan pabrik dapat memakan waktu dari 6 bulan hingga 3 tahun lamanya. Tergantung kapasitas produksi dan ukuran alat proses yang akan dibangun. Pada dua tahun pertama terjadi investasi besar-besaran. Investasi ini diperuntukkan bagi biaya pembuatan alat proses dan instalasi alat proses serta segala biaya yang diperlukan pada tahap pabrik dibangun. Pada akhir tahun kedua dibutuhkan investasi untuk memulai operasi pabrik yang disebut *working capital*. Biaya ini meliputi gaji pegawai. Pada awal tahun ke tiga pabrik mulai dioperasikan dan telah memiliki pendapatan dari penjualan produk utama maupun produk samping (*revenue*). *Salvage* adalah nilai dari peralatan pabrik pada akhir tahun ke sepuluh pabrik berjalan. Biasanya nilai ini sangat jauh lebih kecil dari harga peralatan tahun pertama, atau bahkan nol. Pada akhir pabrik beroperasi yakni di tahun ke sepuluh pabrik berjalan, nilai *salvage*, *working capital* dan lahan yang telah diinvestasikan dapat dikembalikan.

Ada 3 dasar dalam menganalisa profitabilitas yakni:

1. Waktu
2. Cash
3. Bunga (*Interest rate*)

Dalam menganalisa profitabilitas menggunakan ketiga dasar tersebut ada yang menggunakan teknik *Discounted* dan ada pula yang *nonDiscounted* (Turton *et al*, 2018).

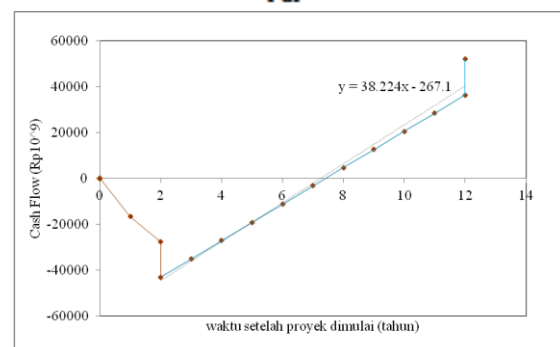
5.4.1 Nondiscounted Profitability

Kriteria yang digunakan disini adalah *Cumulative Cash Position* (CCP), dimana merupakan keuntungan saat pabrik berakhir. Akan tetapi sulit untuk membandingkan proyek dengan *fix capital investment* yang berbeda, dan kadang lebih baik menggunakan *Cumulative Cash Ratio* (CCR), dimana dapat didefinisikan sebagai berikut:

$$CCR = \frac{\text{penjumlahan seluruh positive cash flow}}{\text{penjumlahan seluruh negative cash flow}} \dots\dots(5.3)$$

Kriteria *Interest Rate*. Kriteria yang digunakan disini disebut dengan *rate of return on investment* (ROROI) dan merepresentasikan *nonDiscounted rate* dimana uang yang dihasilkan adalah murni dari *fixed capital investment*. Berikut persamaan untuk menentukan ROROI:

$$ROROI = \frac{\text{Rata-Rata net anual profit}}{FCI} \dots\dots\dots(5.4)$$



Gambar 5.2 Cumulative Cash Flow Diagram untuk *NonDiscounted After Tax Cash Flow*

Jika nilai CCR yang didapat lebih dari 1, maka pabrik dapat dikatakan menguntungkan. Apabila nilai CCR kurang dari 1, maka pabrik dapat

dikatakan tidak menguntungkan. Hasil perhitungan CCR pada pabrik etilen ini adalah 2,2 dengan *pay back period* 3,46 tahun dan *rate of return on investment* (ROROI) sebesar 34,4 %.

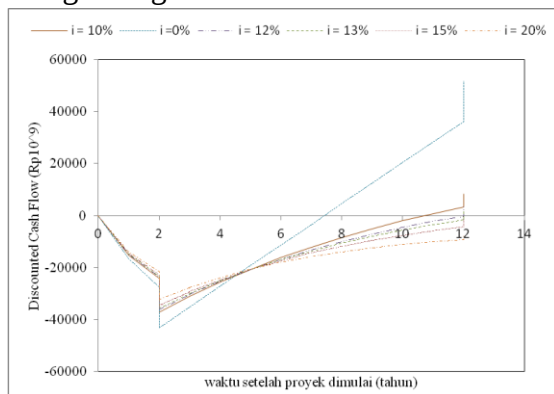
5.4.2 Discounted Profitability

Perbedaan paling mendasar antara kriteria *nonDiscounted* dengan *Discounted* adalah pada kriteria waktu. *Discounted Payback Period* (DPBP) didefinisikan sebagai waktu yang diperlukan setelah *start up* untuk mengembalikan *fixed capital investment*, FCI_L yang dibutuhkan untuk proyek. Nilai DPBP yang lebih kecil lebih menguntungkan.

Kriteria *Cumulative cash position*, atau yang lebih dikenal dengan *net present value* (NPV) atau *net present worth* (NPW) dari proyek didefinisikan sebagai *Cumulative Discounted cash position* pada saat berakhirnya umur pabrik. Untuk membandingkan proyek dengan jumlah investasi yang berbeda, lebih baik untuk menggunakan *Present Value Ratio* (PVR).

$$PVR = \frac{\text{penjumlahan seluruh positive cash flow}}{\text{penjumlahan seluruh negative cash flow}} \dots\dots (5.5)$$

Nilai PVR merepresentasikan *break-even situation*. Nilai PVR yang melebihi 1 dinilai menguntungkan sedangkan yang kurang dari 1 dinilai tidak menguntungkan.

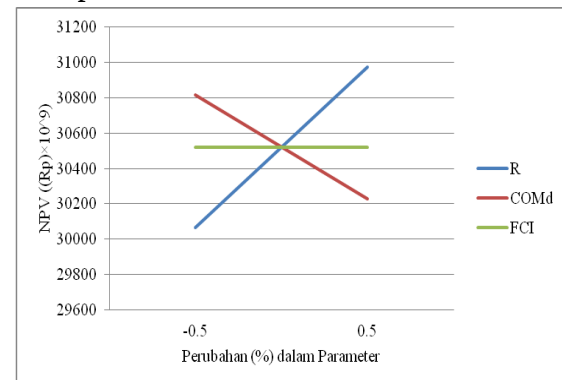


Gambar 5.3 *Discounted Cumulative Cash Flow Diagram Menggunakan Discount Rate yang Berbeda*

Hasil perhitungan PVR pada pabrik etilen ini adalah 1,29 dengan *pay back period* 6,84 tahun dan *net present value* sebesar Rp 8.255.356.766.000,00.

5.5 Analisa Sensitivitas

Analisa sensitivitas dipergunakan untuk memperkirakan resiko apabila penjualan (*revenue*) menurun beberapa persen atau pun mengalami kenaikan beberapa persen. Yang akan diukur adalah nilai NPV. Selain *revenue*, vairabel lain adalah COMd dan FCI. Ketiga variabel ini diperkirakan akan mengalami kenaikan atau penurunan.



Gambar 5.4 Kurva Sensitivitas untuk Beberapa Parameter yang Dipertimbangkan

Dari **Gambar 5.4** diperoleh koefisien sensitivitas sebagai berikut:

$$S_R = 3,300801$$

$$S_{COMd} = -3.80862$$

$$S_{FCI} = 0,184854$$

Dan didapat ΔNPV pada setiap perubahan variabel sebesar Rp 1.827.320.646.000,00.

6. KESIMPULAN

Menara absorpsi *wet scrubber* merupakan salah satu alat utama dalam prarancangan pabrik etilen. Menara absorpsi *wet scrubber* beroperasi pada suhu 60 °C dan tekanan 5 bar. Menara absorpsi *wet scrubber* berfungsi memisahkan H_2S dari *cracked gas* dengan

tinggi 10,1146 m dan diameter luar kolom selebar 1,8096 m.

Prarancangan pabrik etilen dari *cracking* nafta dengan proses MaxEne bertujuan untuk mengkaji kelayakan pabrik untuk didirikan. Pabrik etilen dirancang dengan kapasitas 155.000 ton/tahun dengan *Cumulative Cash Ratio* (CCR) 2,2, *pay back period* 3,46 tahun dan *rate of return on investment* (ROROI) 34,4 % pada teknik *nonDiscounted*.

Berdasarkan analisa ekonomi yang dilakukan maka pabrik etilen dengan kapasitas 155.000 ton/tahun layak untuk didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

- Brownell, L.E., dan Young. E.H. (1959). *Process Equipment Design: Vessel Design*. John Willey and Son Inc: New York.
- Chattopadhyay, P. (2007). *Absorption & Stripping*. Asian Books Pvt. Ltd: New Delhi.
- Honeywell, UOP. (2016). *Process Advanced process to Optimize Performance of Naphtha Steam Crackers and Catalytic Reformers*. UOP MaxEneTM: Des Plaines.
- Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral. (2019). *Statistik Minyak dan Gas Bumi 2016*. Direktorat Jenderal Minyak dan Gas Bumi: Jakarta.
- Kirk, R.E. and Othmer, D.F. (1979). *Encyclopedia of Chemical Technology*. McGraw Hill Book Company: Inc. New York.
- Peter, M. S. and Timmerhauss, K. D. (1991). *Plant Design and Economics For Chemical Engineer*. Mc Graw Hill: New York.
- Turton, R., et. al. (2018). *Analysis, Synthesis and Design of Chemical*

Processes, 5th ed. Prentice Hall: New Jersey.